

⑫ 特 許 公 報 (B 2)

昭63-67090

⑪ Int. Cl.

識別記号

庁内整理番号

⑭公告 昭和63年(1988)12月23日

F 23 G 7/06
B 01 D 53/361 0 2
1 0 3Q-2124-3K
Z-8516-4D

発明の数 1 (全5頁)

⑬発明の名称 廃ガス処理装置

⑮特 願 昭55-131698

⑯公 開 昭57-58012

⑰出 願 昭55(1980)9月24日

⑱昭57(1982)4月7日

⑲発 明 者 佐 藤 高 久 兵庫県姫路市南車崎町2丁目1番12-8

⑳発 明 者 丸 山 恵 三 兵庫県姫路市広畑区才字稗田812-3

㉑発 明 者 佐 野 邦 夫 兵庫県赤穂市中広720番地

㉒出 願 人 日本触媒化学工業株式 大阪府大阪市東区高麗橋5丁目1番地
会社

審 査 官 舟 木 進

1

2

㉓特許請求の範囲

1 炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を含む廃ガスを触媒反応により完全酸化せしめる触媒酸化反応器と、該触媒酸化反応器へ廃ガスを供給する装置と、該反応器から出る排ガスの熱量を回収するための熱回収装置と、熱回収装置を出た排ガスを排する排出装置を配置してなる廃ガス処理装置において、廃ガスを供給する装置と触媒酸化反応器との間に、第1の熱交換器および第2の熱交換器とを直列に設置して供給される廃ガスの加熱を行ない、熱源として第2の熱交換器へは触媒酸化反応器から出る高温排ガスの一部を供給して用い、第1の熱交換器へは熱源として熱回収装置から出る排ガスを供給して用い、第2の熱交換器で用いられた排ガスは一部を触媒酸化反応器へ供給される廃ガスに混入して用い、残りは触媒酸化反応器から出た残りの廃ガスとともに熱回収装置に供給され、そして第1の熱交換器で用いられた排ガスは排出装置に供給されるように操作しうる廃ガス処理装置。

発明の詳細な説明

本発明は化学品製造プロセスなどより排出される廃ガス中の炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を完全酸化処理するための廃ガス処理装置に関する。

化学品製造工場などにおいて生ずる廃ガスはメタン、エタン、エチレン、プロパン、プロピレン

など炭素数1~6の炭化水素類、一酸化炭素および有機酸、アルデヒド類、エステル類、アルコール類などの可燃性化合物を含有し、しかも悪臭を有するものを多く含む。この可燃性化合物が大気中に放散されるのは好ましくないことは明らかで、とくに悪臭を除去することは、強く要望されるところであり、そのためのプロセスも種々提案されてきている。この悪臭物質を除去するためまた他の有害物を除くために用いられる従来の排ガス処理プロセスとして、例を示す第1図や第2図に示す如きフローシートがある。第1図において活性アルミナ上に白金などの貴金属を分散担持した触媒を充填してなる触媒酸化反応器1、熱交換器2、熱回収装置3、排出装置としてのスタック4、空気補給ファン6および必要により供給廃ガス用ブースターファン5、供給廃ガス加熱昇温用熱交換器7はそれぞれ有効に連結されて、廃ガスの触媒酸化処理プロセスが完結せしめられている。また第2図において触媒酸化反応器1、熱交換器2、熱回収装置3、排出装置としてのスタック4、供給廃ガス用ブースターファン5、触媒酸化反応器よりの熱排ガスを供給ガス昇温のため直接循環するためのファン6をそれぞれ連絡して、第1図のプロセスを改良する方策がとられている。一般に可燃性有機化合物を含有する廃ガスとくにパラフィン系炭化水素を含む廃ガスを触媒によって完全酸化処理するプロセスを採用する場合、

3

前提条件として考えられるものは以下の如きである。

1 触媒層出口ガス温度は、ほぼ一定とすべきである。触媒の耐熱温度は700~720℃といわれるが、触媒層出口ガス温度を650℃以下で運転するのは好ましくない。パラフィン系炭化水素とくにプロパンなどが燃焼不十分となるからである。したがって平均的には680℃のレベルで運転されることが望まれる。

2 触媒層入口ガス温度も触媒活性との関連で250℃以上であるべきである。

3 触媒酸化反応器入口ガスの発熱量は触媒層での自己上昇温度が430℃(680~250)以下の温度範囲内において制御されるべきであるが、それにも拘らずプロセスとしては処理ガスの発熱量が大きくその変動巾も大きいもので安定して処理しうるものでなければならない。

以上の前提に立ちながら当該プロセスは、次のごとき有効性を追求しつつ探求される。

(イ) 熱の最大限の回収：大気へ放出される処理後の排ガスの温度をできるだけ低く維持することは経済性の面で限度が生じるので、廃ガス量の増加(新鮮空気の導入などによる)は極力避けるべきである。また供給ガス発熱量の変動に対しても放出されるガス温度はできるだけ一定にするプロセスにする必要がある。最大限の熱回収ができないからである。

(ロ) 処理後の排出ガスに再利用：かくしてえられる排出ガス中には、もはや可燃性物質もほとんどなく、酸素濃度も低く、不活性ガスとして危険物タンクのシール用などに再利用される。

かくして本発明者らは、上記探求を精力的に行った結果(イ)および(ロ)の有効性をすぐれて発揮する本発明を完成するに至った。

すなわち本発明は、

炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を含む廃ガスを触媒反応により完全酸化せしめる触媒酸化反応器と、該触媒酸化反応器へ廃ガスを供給する装置と、該反応器から出る排ガスの熱量を回収するための熱回収装置と、熱回収装置を出た排ガスを排出する排出装置を配置してなる廃ガス処理装置において、廃ガスを供給する装置と触媒酸化反応器との間に、第1の熱交換器および第2の熱交換器とを直列に設置して供給さ

4

れるる廃ガスの加熱を行ない、熱源として第2の熱交換器へは触媒酸化反応器から出る高温排ガスの一部を供給して用い、第1の熱交換器へは熱源として熱回収装置から出る排ガスを供給して用い、第2の熱交換器で用いられた排ガスは一部を触媒酸化反応器へ供給される廃ガスに混入して用い、残りは触媒酸化反応器から出た残りの排ガスとともに熱回収装置に供給され、そして第1の熱交換器で用いられた排ガスは排出装置に供給されるように操作しうる廃ガス処理装置の提供である。

以下、本発明を詳細に説明しながら、本発明について従来プロセスより優れた点を明らかにする。

第1図において、上述の前提条件を維持しかつ(イ)および(ロ)の条件を満足せしめるためには、加熱昇用熱交換器7を作動させる不都合さないしは空気補給によるガス量の増大という不利益をまねがれない。触媒酸化反応器1の出口ガスは熱回収装置3にてたとえばスチームを発生することにより熱回収され、さらに供給プラント廃ガスの加熱用に使用されて排出される。供給廃ガスの発熱量が高い時は、反応器出口ガス温度が高くなるのでそれを制御するために外部空気を混合せねばならず、ガス量の増大ひいてはそのガスによつて持ち去られる熱量の増大をまねがれない。また出口ガス中の酸素濃度が一定にはならず、排出ガスの再利用の面で不都合が生じる。逆に、供給廃ガスの発熱量が低い時は触媒酸化反応器出口ガス温度を定格に維持するために触媒酸化反応器入口ガス温度を高くする必要がある、加熱昇用熱交換器7を作動させねばなくなる。完全酸化を行わしめるためには、触媒酸化反応器出口ガス温度を680℃程度に発維持しなければならず、したがって触媒酸化反応器入口ガス温度を上げねばならないことになり、それだけ加熱源の高温化が要求される。たとえばガスの発熱量が自己上昇温度として370℃の場合には、触媒酸化反応器入口温度を310℃にしなければ出口温度を680℃に維持できないので加熱源としては350℃程度のものが必要となる。通常の化学工場では350℃といった高温熱源は入手が困難であり、実際には、新たに燃料を添加する等の方法で対処しなければならない。

第2図において上述の前提条件を維持しかつ(イ)

5

および(四)の条件を満足せしめるためには、廃ガス処理装置は供給廃ガスの最高発熱量時を基準に設計される。すなわち触媒酸化反応器出口ガス温度を680℃にするために、熱交換器2の出口温度が680—(最高発熱量時の自己上昇温度)になるように計画され、この温度が250℃以下であれば触媒反応器出口ガスの一部を循環使用して触媒酸化反応器入口温度を上げるとになる。

循環ガスの作用効果は触媒酸化反応器入口ガス温度を上昇させるのみであつて、触媒酸化反応器出口ガス温度の上昇には役立たない。したがつて廃ガスの発熱量が低くなつたときには、循環ガス量の増減では触媒酸化反応器出口ガス温度680℃を維持できず熱交換器2の出口温度を上げてやる必要がある。そのために熱回収装置3をバイパスさせて熱交換器2に触媒酸化反応器1の出口ガスの一部を供給して原料ガスを昇温させねばならず、必然的にスタック4に流れる排気ガスの温度が上昇し熱回収率の大巾な低下を招く。

これに対し本発明方法にかかる第3図のプロセスに従えば、第2の熱交換器3を通過した循環ガスは供給される廃ガスの発熱量が高いときには全量が触媒酸化反応器1入口にもどされるので、実質的に第2図と同一であり、廃ガスの発熱量が低くなるにつれてそのガスの一部が熱回収装置4へ返される。これは触媒酸化反応器出口ガスと第1の熱交換器2の出口ガスとで熱交換を行わしめたこととほぼ同等であり、熱交換量は熱回収装置4へそのまま流れるガス量でコントロールすることができる。すなわち第2図において熱交換器2の出口温度を上げたのと実質的に同じ効果を呈する。しかも第3図の方法に従えばこのガス量にかかわらずスタック5に流れる排ガスの温度はほぼ一定であり、排気ガス量の増減もないため広い発熱量の範囲にわたつて高い熱回収率を維持しうることになる。

以上の説明をより具体的にするため、第1～3について、それぞれのプロセスの熱回収の割合を第4図に示す。運転条件設定は以下の如くである。

供給廃ガスの発熱量 (ほぼ560℃～310℃に相当) 180Kcal/m³～100Kcal/m³

6

供給廃ガス温度 50℃
触媒層入口ガス温度 250℃
触媒層出口ガス温度 680℃
外部からの供給空気温度 20℃

また、第1図および第3図の場合、熱交換器から外部へ排出されるガス温度はほぼ100℃～101℃に維持しつつ行ないうが、第2図プロセスでは、発熱量が小さくなるに従い排出ガス温度は270～290℃にまで高くせざるをえなくなり、実際上大いに不都合となることがわかつた。

以上の記述は、廃ガスの発熱量が自己上昇温度として(680—供給廃ガス温度)℃以下の場合についての説明であつたが、この発熱量を越える場合についてみても、本発明の優位性が認められる。

第1図のプロセスでは外部空気の追加を大きくすれば対処できるが熱回収率の低下は避けられないことは第4図の傾向から明らかである。

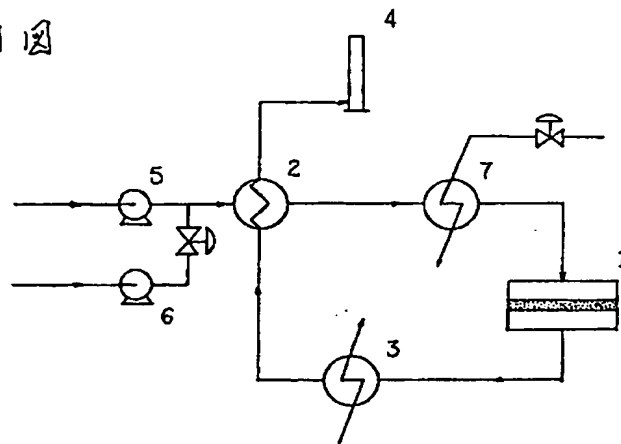
第2図および第3図のプロセスでは循環使用される触媒反応器出口ガスの一部に熱回収装置出口ガスを混使用することにより対処可能となる。(第2図および第3図で点線にて図示)。この場合第3図のプロセスにおいて第2の熱交換器3から熱回収装置4へのラインにはガスは全く流れないので第2図と第3図とは実質的に同じプロセスと見ることができる。したがつて熱回収率は同じとなる。すなわち、第4図において高発熱量側に移行させれば熱回収率は第2図および第3図のプロセスは同じ曲線を示すことになるし、第1図のプロセスのみ単調に減少していく傾向を示す。

以上、結局第3図で示したプロセスの広い範囲での発熱量変動対処可能性が示され、すぐれた熱回収率の水準を有することが明らかにされたのである。

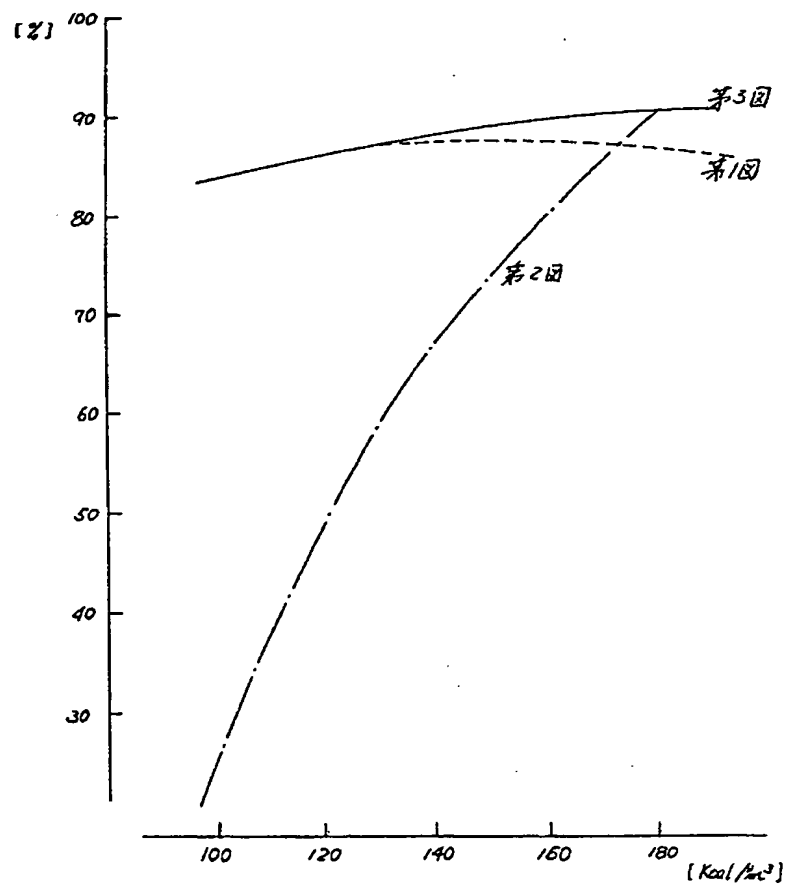
35 図面の簡単な説明

第1図および第2図は、公知の廃ガス処理プロセスのフローシートであり、第3図は本発明にかかるフローシートの1例である。第4図は第1～3図の各プロセスの熱回収率の傾向を示すグラフである。第4図において、横軸は発熱量(Kcal/Nm³) たて軸としては熱回収率(%)を示す。

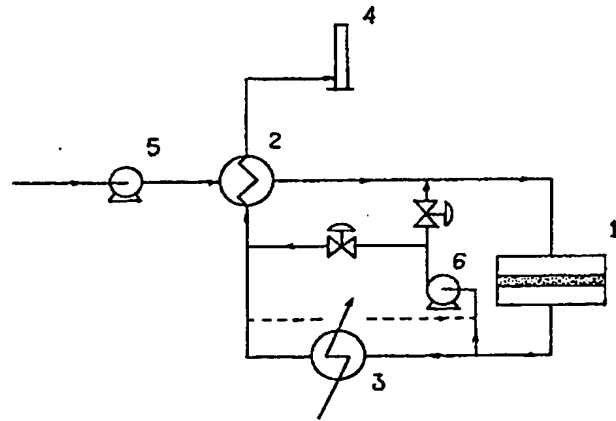
第 1 図



第 4 図



第2図



第3図

